

第2章 技術の概要と評価

第1節 技術の概要

§5 技術の目的

本ガイドラインの対象技術である「固定床型アナモックスプロセス」は、下水処理場における嫌気性消化汚泥の脱水ろ液を処理対象とし、当該排水に含まれる高濃度の窒素（アンモニア性窒素）を個別に処理して、水処理施設へ返送される窒素負荷量を低減することを目的とする。

【解説】

下水処理場では、地球温暖化対策としての省エネルギー対策やエネルギー回収が求められており、汚泥の減量とエネルギー回収を図れる嫌気性消化が改めて注目されている。しかし、嫌気性消化では有機物の分解にともない窒素・りんが液中に溶出し、これが図2-1に示すように脱水ろ液などの返流水として水処理施設へ返送されるため、水処理施設へ流入する窒素・りん負荷量を増大させる点が問題となる。

このような窒素・りんの返流水による負荷量を低減する方法として、返流水の個別処理がある。個別処理における窒素除去法としては、従来は硝化・脱窒反応による生物学的窒素除去法が使用されてきたが、返流水は窒素濃度に対して有機物濃度が著しく小さいのが通常で、脱窒のためにメタノールなどの有機物（薬品）の添加が必要となり運転コストなどが増大する点が課題とされている。

本ガイドラインの対象技術である「固定床型アナモックスプロセス」は、有機物を必要としない生物学的窒素除去法で、硝化・脱窒反応による窒素除去法に比べ、コスト縮減、温室効果ガス排出量・エネルギー使用量削減などが期待できる。本技術は、これを窒素濃度に対して有機物濃度が低い嫌気性消化汚泥の脱水ろ液の個別処理に適用し当該排水に含まれる高濃度の窒素（アンモニア性窒素）を除去することで、水処理施設へ返送される窒素負荷量を低減することを目的としたものであり、その際のコスト縮減、温室効果ガス排出量・エネルギー使用量削減などを図るものである。なお、本技術の適用対象については§9を参照されたい。

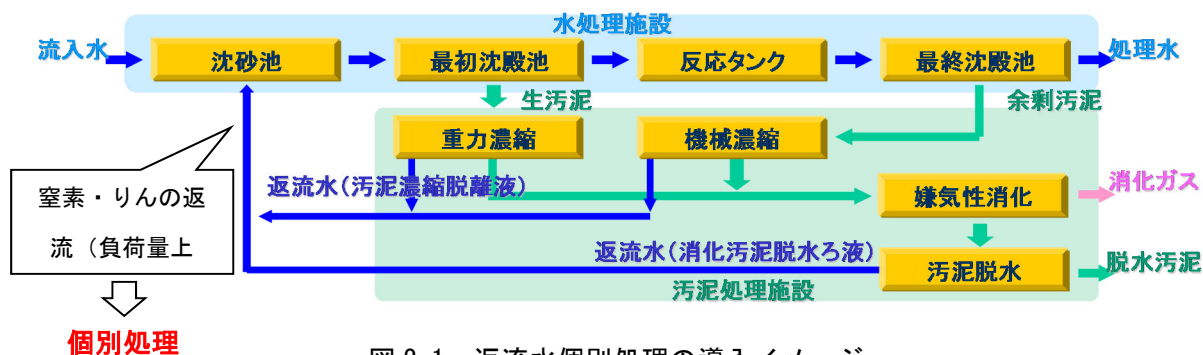


図2-1 返流水個別処理の導入イメージ

§6 アナモックスプロセスの概要

アナモックスプロセスは、アナモックス細菌による生物反応を利用する、排水からの新規の窒素除去法である。アンモニア性窒素を対象とし、その一部を亜硝酸性窒素へ変換する部分亜硝酸化工程と、残りのアンモニア性窒素と変換された亜硝酸性窒素を窒素ガスへ変換するアナモックス工程により、窒素除去を行うプロセスである。

【解説】

アナモックスプロセスは、アナモックス細菌による生物反応を利用する、排水からの新規の窒素除去法である。アンモニア性窒素（以下、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ）を対象とし、その一部を亜硝酸性窒素（以下、 $\text{NO}_2^-\text{-N}$ ）へ変換する部分亜硝酸化工程と、残りの $\text{NH}_4^+\text{-N}$ と変換された $\text{NO}_2^-\text{-N}$ を窒素ガスへ変換するアナモックス工程により、窒素除去を行うプロセスである。

アナモックスプロセスは、部分亜硝酸化の方法、アナモックス工程へ流入させる $\text{NH}_4^+\text{-N}$ と $\text{NO}_2^-\text{-N}$ の濃度比率（ $\text{NO}_2^-\text{-N}/\text{NH}_4^+\text{-N}$ 比）の調整方法、各処理工程で使用する反応槽形式などにより様々な変法があり、本ガイドラインの対象技術である「固定床型アナモックスプロセス」は、このような各種アナモックスプロセスの中の1つである。

本項では、各種アナモックスプロセスに係る共通事項として、アナモックス反応の特徴やアナモックスプロセスの構成・特徴などについて解説する。「固定床型アナモックスプロセス」に固有のプロセス構成・特徴などについては、§7および§8を参照されたい。

(1) アナモックス反応

1) 特徴

アナモックス反応は、1990年代に新しく見いだされた生物学的窒素変換反応である⁴⁾。この反応は、図2-2に示すように、硝化と脱窒という複数の反応が関与する従来の窒素変換経路とは異なり、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ と $\text{NO}_2^-\text{-N}$ を基質とした無酸素条件下での単一の反応により窒素ガスを生成する。本反応の実験式として式(1)が提案されており⁵⁾、これに基づけば、1 molの $\text{NH}_4^+\text{-N}$ に対して1.32 molの $\text{NO}_2^-\text{-N}$ が反応し、1.02 molの窒素ガスと0.26 molの硝酸性窒素（以下、 $\text{NO}_3^-\text{-N}$ ）を生成する。つまり、消費される窒素量のうち約88%が窒素ガスへ、約11%が $\text{NO}_3^-\text{-N}$ へ変換される。この反応を用いて排水中の $\text{NH}_4^+\text{-N}$ を除去する場合、反応に必要な $\text{NH}_4^+\text{-N}$ と $\text{NO}_2^-\text{-N}$ のモル比（ $\text{NO}_2^-\text{-N}/\text{NH}_4^+\text{-N}$ 比）を適切に調整することが重要である。

本反応は、独立栄養の細菌（アナモックス細菌）により行われるため、有機物を必要としない窒素除去が可能である点が大きな特長である。

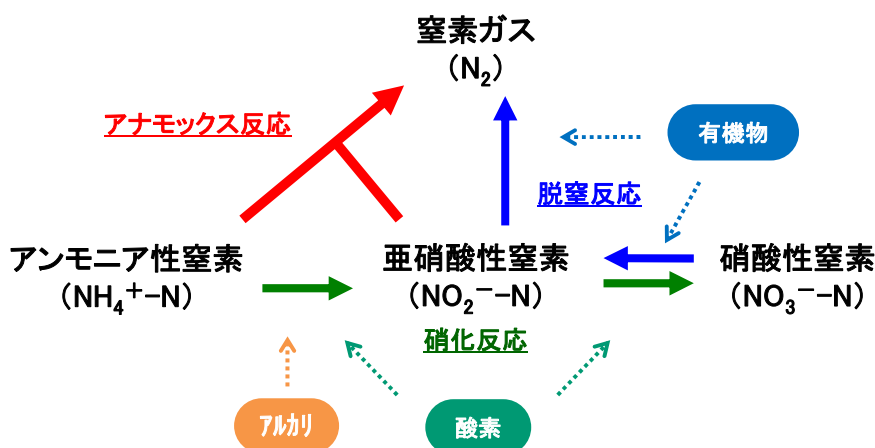
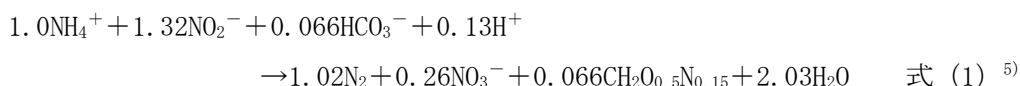


図 2-2 アナモックス反応を含む窒素循環の模式図



2) アナモックス細菌

アナモックス細菌は直径 $1\mu\text{m}$ 以下の球菌で、深い赤みを帯びた外観が特徴的である⁶⁾。これまでに複数のアナモックス細菌が見いだされているが、全てプランクトミセス (Planctomycetes) 門に属する細菌である⁶⁾。いずれもアナモックス細菌単一の純粋培養系は得られていないが、集積培養系にて増殖させたアナモックス細菌を用いた回分実験などにより、生理学的・動力学的特性が明らかにされつつある。

アナモックス細菌は偏性嫌気性の独立栄養細菌で、無酸素条件下で $\text{NH}_4^+\text{-N}$ と $\text{NO}_2^-\text{-N}$ を基質として増殖し、その過程で窒素ガスおよび少量の $\text{NO}_3^-\text{-N}$ を生成する。アナモックス細菌の増殖速度は極めて小さく、比増殖速度 (単位重量当たりの細胞重量の増加速度) は同じ独立栄養のアノモニア酸化細菌が $0. 4\sim 0. 7\text{ d}^{-1}$ 程度 (倍加時間では $1\sim 2\text{ d}$) であるのに対し、アナモックス細菌は $0. 06\text{ d}^{-1}$ 程度 (倍加時間では約 11 d) である⁵⁾。

(2) アナモックスプロセス

アナモックス反応を利用して排水中の $\text{NH}_4^+\text{-N}$ を除去する場合、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ の約半量をアナモックス反応に必要な $\text{NO}_2^-\text{-N}$ へ変換する部分亜硝酸化工程が必要である。アナモックスプロセスは、この部分亜硝酸化工程とアナモックス反応を利用して窒素を除去するアナモックス工程とを組み合わせた窒素除去プロセスである。

本プロセスは、上記のとおり部分亜硝酸化工程を経るため、亜硝酸化反応のための必要酸素量を大きく低減できる。

1) 亜硝酸化反応

亜硝酸化反応では、従来の窒素除去プロセスと同様の硝化反応が利用でき、具体的には硝化反応の第1段階であるアンモニア酸化反応が利用される。通常の下水处理の条件では、アンモニア酸化細菌（以下、AOB）の増殖速度が亜硝酸酸化細菌（以下、NOB）よりも小さいため、硝化過程の主たる生成物は NO_3^- -N となる。しかし、両細菌の生理学的特性を踏まえた条件を設定することで、AOB の増殖速度が NOB よりも大きくなり、AOB を優占化させることができる（図 2-3、表 2-1）。具体的には水温、溶存酸素（以下、DO）、pH、 NH_4^+ -N/遊離 NH_3 濃度、 NO_2^- -N/遊離 HNO_2 濃度などが「選択圧」として利用でき、SRT（浮遊汚泥法の場合）や生物膜上の競合関係に応じて、NOB がウォッシュアウトされ AOB が優占化された亜硝酸型の反応系を成立させることが可能である。

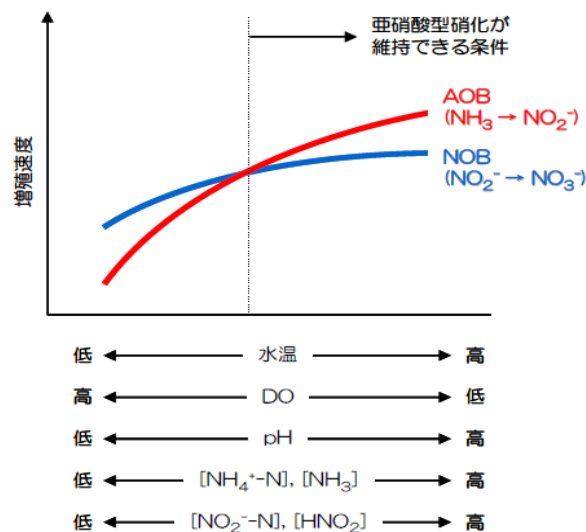


図 2-3 環境条件の違いによる AOB と NOB の増殖速度の変化のイメージ⁷⁾

表 2-1 亜硝酸酸化反応の抑制方法の例⁷⁾

制御因子/方法*	機構	備考
水温	• 増殖速度の水温依存性の違い。	高水温で AOB > NOB。
DO	• DO に対する親和性の違い。	低 DO で AOB > NOB。
pH	• 増殖速度の pH 依存性の違い。	高 pH で AOB > NOB (遊離 NH_3 濃度の影響大)。
NH_4^+ -N 濃度	• 遊離 NH_3 による阻害効果の違い。	高 NH_4^+ -N (NH_3) で AOB > NOB (pH の影響大)。
NO_2^- -N 濃度	• 遊離 NO_2 による阻害効果の違い。	高 NO_2^- -N (NO_2) で AOB > NOB (pH の影響大)。
加熱処理	• 高温条件 (>60°C) での失活効果の違い。	加熱処理により NOB を失活。

*実際のプロセスでは、複数の条件を組み合わせる使用することが多い。

このような亜硝酸化を行うためには、従来の硝化槽で使用される反応槽形式が概ね利用できるが、運転管理の簡便性と反応槽容積の縮小を図るため、流動担体や固定床担体などを用いた各種生物膜法の反応槽が使用される傾向にある⁸⁾。

2) アナモックス反応

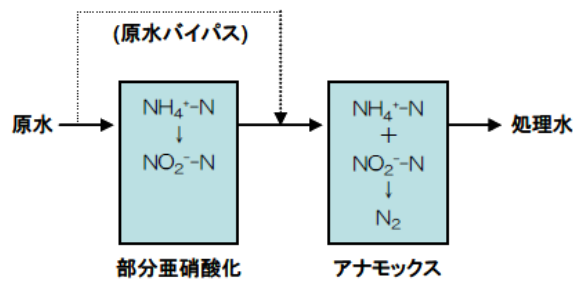
本反応を行うアナモックス細菌は独立栄養であるため、有機物を必要としない窒素除去が可能であり、この点が従来の従属栄養脱窒との大きな違いである。アナモックス細菌は、pH6.7～8.3程度、水温30～40℃程度で活性が大きくなる。一方で、本反応は酸素への曝露により可逆的に阻害を受けることが報告されている⁹⁾。また高濃度の亜硝酸に曝露されると不可逆的に阻害を受けることが報告されている⁹⁾。

アナモックス細菌の比増殖速度は硝化細菌よりも1オーダー程度小さいため、十分量の菌体を系内に保持するための反応槽形式が必要とされる。これまでに、活性汚泥法（回分式活性汚泥法（SBR）、膜分離活性汚泥法（MBR）など）、生物膜法（固定床、流動床、移動床、回転円板など）、自己造粒法（上向流式嫌気性汚泥ブランケット法（UASB）など）など各種反応槽形式による検討事例が報告されている¹⁰⁾。

3) プロセス構成

部分亜硝酸化工程とアナモックス工程とを組み合わせた窒素除去プロセスは、これら2つの生物反応を別個の亜硝酸化槽およびアナモックス槽で行う2槽式と、単一の反応槽で行う1槽式の2つに大別できる（図2-4）。本ガイドラインの対象技術である「固定床型アナモックスプロセス」は、2槽式プロセスを適用したものである。

<2槽式>



<1槽式>

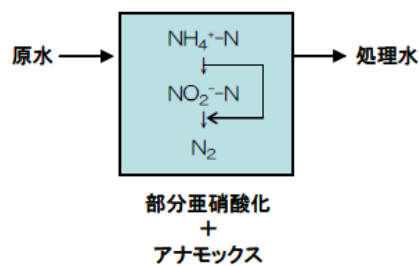


図 2-4 2 槽式および 1 槽式アナモックスプロセスの例の模式図⁷⁾

また式 (1) より、アナモックス反応を利用する際には、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ と $\text{NO}_2^-\text{-N}$ のモル比 ($\text{NO}_2^-\text{-N}/\text{NH}_4^+\text{-N}$ 比) を 1.32 程度とすることで、処理水中にどちらか一方が過剰に残留することなく高い除去率が得られる。1 槽式プロセスでは単一の反応槽内でこの比率調整とアナモックス反応が行われるのに対し、2 槽式プロセスではアナモックス槽の前段の部分亜硝酸化工程において比率調整を行うことになる。

2 槽式プロセスにおける $\text{NO}_2^-\text{-N}/\text{NH}_4^+\text{-N}$ 比の調整方法として、「ワンパス方式」と「バイパス方式」がある。ワンパス方式は、排水の全量を亜硝酸化槽へ流入させ、同槽での亜硝酸化率（流入 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ に対する $\text{NO}_2^-\text{-N}$ の生成率）によりアナモックス工程へ流入させる $\text{NO}_2^-\text{-N}/\text{NH}_4^+\text{-N}$ 比を調整する方法である。一方、バイパス方式では、排水の一部のみを亜硝酸化槽へ流入させ、同槽では流入した $\text{NH}_4^+\text{-N}$ の全量を亜硝酸化する。残りの排水は亜硝酸化槽をバイパスさせて亜硝酸化槽流出水と混合するが、この分配水量の割合により $\text{NO}_2^-\text{-N}/\text{NH}_4^+\text{-N}$ 比を調整する。両方式の例を模式的に示したものが図 2-5 である。本ガイドラインの対象技術である「固定床型アナモックスプロセス」は、バイパス方式を適用したものである。

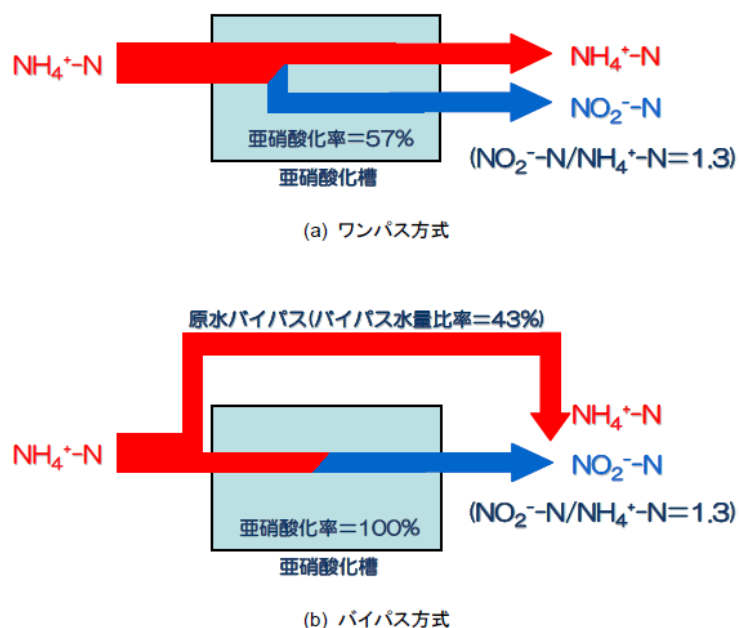


図 2-5 ワンパス方式およびバイパス方式による $\text{NO}_2^-/\text{NH}_4^+$ 比調整方法の模式図⁷⁾

4) 前処理

高濃度の有機物や浮遊物質 (SS) の流入による処理機能悪化の防止, リン酸マグネシウムアンモニウム (MAP) 析出の防止, 原水水質や水量の変動緩和を目的とし, 原水水質や水量に応じて, 有機物除去, SS 除去, 流量調整などの前処理工程を設けることがある。

(3) アナモックスプロセスの開発経緯

1995 年にオランダの研究グループが, 脱窒流動床内部の窒素収支の検討に基づき, 新しい生物学的窒素変換反応である嫌気性アンモニア酸化 (アナモックス) を報告した⁴⁾。アナモックス反応を利用した窒素除去プロセスは, 窒素濃度が高く, かつ窒素濃度に対して有機物濃度が低い排水に適しており, 欧州を中心として, 様々な排水を対象とした検討が行われ, 各種のプロセスが提案されてきた。本ガイドラインで対象とする下水処理場の嫌気性消化汚泥脱水ろ液の他, 畜産排水, ごみ処分場浸出水, 一部の工場排水などからの NH_4^+-N 除去が適用対象として想定される。海外では, 下水処理場の返流水処理施設や工場排水処理施設へ導入されつつあるが, 国内では実績に乏しいのが現状である。なお, 流入下水 (水処理) への適用についても検討事例があるが, 現段階では実用化には至っていない。

国内では, 日本下水道事業団技術評価委員会により, 下水処理場における返流水処理の実証試験を実施した 3 つの 2 槽式プロセスを対象に「アナモックス反応を利用した窒素除去技術の評価」が平成 21 年度に行なわれ, これらアナモックスプロセスの処理機能や特徴, 下水道事業へ適用する場合の設計や運転管理上の留意事項などが評価・整理された⁷⁾。本ガイドラインの対象技術である「固定床型アナモックスプロセス」は, この技術評価の対象技術の 1 つである。

§7 固定床型アナモックスプロセスの概要

固定床型アナモックスプロセスは、2槽式プロセスで、亜硝酸化槽およびアナモックス槽それぞれに固定床担体を使用している。また、アナモックス工程へ流入させるアンモニア性窒素と亜硝酸性窒素の比率の調整方法としてバイパス方式を適用している。

【解説】

本ガイドラインの対象技術である「固定床型アナモックスプロセス」は、2槽式プロセスで、亜硝酸化槽およびアナモックス槽それぞれに固定床担体を使用している。また、アナモックス工程へ流入させる NO_2^- -N/ NH_4^+ -N 比の調整方法としてバイパス方式を適用している。

固定床型アナモックスプロセスの基本フローを図 2-6 に示す。本プロセスは NH_4^+ -N を NO_2^- -N に変換する亜硝酸化槽と、 NH_4^+ -N と NO_2^- -N を窒素ガスに変換するアナモックス槽を別個に備えた 2槽式プロセスである（§6 参照）。窒素除去機能を担う主体は、亜硝酸化槽を中心とする部分亜硝酸化工程とアナモックス槽を中心とするアナモックス工程であるが、原水性状に応じて BOD 酸化や凝集沈殿処理などを行う前処理工程を設置する。

処理の主体となる亜硝酸化槽およびアナモックス槽にはそれぞれ固定床担体を使用し、亜硝酸化槽にはアクリル製の網状担体を、アナモックス槽にはポリエステル製の不織布担体を槽内に充填する。

また、本プロセスで採用するバイパス方式は、図 2-6 に示すように、亜硝酸化槽の前段に設置した分配槽より、その流出水の一部を亜硝酸化槽へ供給し、残りを亜硝酸化槽をバイパスさせて混合槽へ供給するものである（§6 参照）。ここで、本プロセスでは、混合槽における NO_2^- -N/ NH_4^+ -N 比に応じて分配槽からの分配水量を自動で制御して濃度比を適正な範囲に維持することで、 NO_2^- -N/ NH_4^+ -N 比を安定的に維持する。

第1節 技術の概要

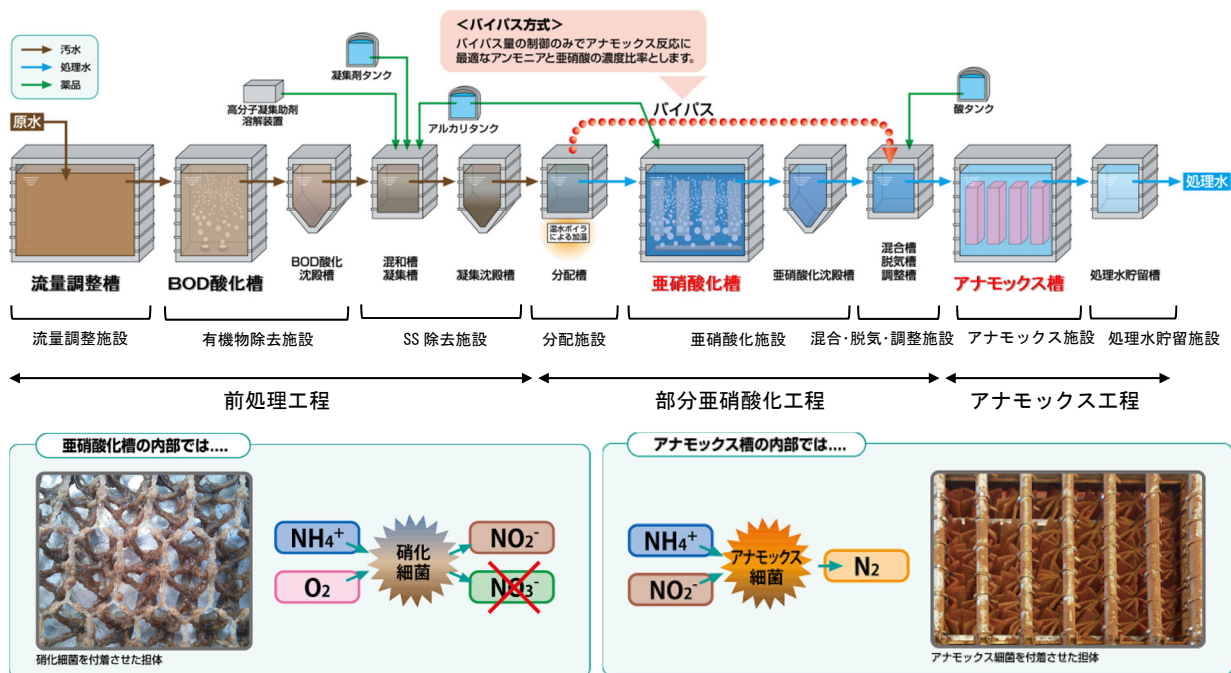


図 2-6 固定床型アナモックスプロセスの例

§8 固定床型アナモックスプロセスの特徴

アナモックスプロセスは、従来の窒素除去方法（生物学的硝化・脱窒法など）に比べ、一般的に低コストで省エネルギーな窒素除去が可能となる。

- (1) 曝気動力を削減できる。
- (2) 脱窒のための有機物添加が不要である。
- (3) 施設の設置スペースを縮小できる。
- (4) 汚泥発生量を削減できる。

さらに、固定床型アナモックスプロセスは、上記に加え、以下の特徴を有する。

- (5) 処理の安定性が高い。

【解説】

アナモックスプロセスは、従来の窒素除去法（生物学的硝化・脱窒法など）に比べ、一般的に低コストで省エネルギーな窒素除去が可能となる。

各種アナモックスプロセスに共通する原理的な特徴は以下のとおりである。

- (1) 曝気動力を削減できる。

従来の完全硝化を行うプロセスでは、排水中に含まれる $\text{NH}_4^+\text{-N}$ の全量を $\text{NO}_2^-\text{-N}$ 経由で $\text{NO}_3^-\text{-N}$ にまで酸化しなければならない。これに対し、アナモックスプロセスの部分亜硝酸化工程では $\text{NH}_4^+\text{-N}$ の約半量を $\text{NO}_2^-\text{-N}$ まで酸化すればよく、窒素の酸化に必要な酸素量を大幅に低減でき、曝気動力を削減できる。なお、式(1)に示すアナモックスの反応モル比に合致する亜硝酸化率（流入 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ に対する $\text{NO}_2^-\text{-N}$ の生成率）を想定した場合の部分亜硝酸化に係る理論的な必要酸素量は、完全硝化を行う場合の約43%である。

- (2) 脱窒のための有機物添加が不要である。

従来の脱窒プロセスでは従属栄養の脱窒細菌を用いることから、排水中に十分な量の有機物が存在しない場合はメタノールなどの有機物（薬品）を添加する必要がある。一方、アナモックスプロセスでは有機物が不要であるため、有機物添加に係る薬品費を削減できる。

- (3) 施設の設置スペースを縮小できる。

アナモックス細菌は高濃度に集積した汚泥を形成するため、容積あたりの処理速度を高くすることができる。このため、槽容量が小さくなり、施設の設置スペースを縮小できる。

- (4) 汚泥発生量を削減できる。

アナモックス細菌は増殖速度が小さいため、従来の硝化・脱窒法に比べて汚泥発生量が小さい。このため、発生汚泥の処理・処分に係るコストを低減できる。

一方で、アナモックスプロセスには、アナモックス細菌や同反応の特徴に基づく以下のような制約もある。

- ・ アナモックス細菌は増殖速度が小さいため、プロセスの立上げには相応の期間を見込む必要がある。実証試験の実績では1ヶ月程度である（資料編 p. 114 アナモックス槽の立上げ参照）。
- ・ アナモックス細菌は水温 30～40℃程度での活性が高く対象排水の水温は大きくその範囲を外れる場合には加温もしくは冷却する必要がある。
- ・ 式 (1) に示すとおり、アナモックス反応では副生成物として利用される窒素量の 11%が NO_3^- -N に変換されるため、達成可能な窒素除去率に上限がある。

固定床型アナモックスプロセスは、§7 に示すとおり、固定床担体の使用とともに、2槽式プロセスやバイパス方式を適用することで、上記に加え、以下の特徴を有する。

(5) 処理の安定性が高い。

本技術は、2槽式プロセスを適用して部分亜硝酸化工程とアナモックス工程とを別個の反応槽にて行うもので、各々の最適条件を別箇に設定できるメリットがある。また、バイパス方式を適用していることから、亜硝酸化槽における亜硝酸化率が変動しても分配水量比率の調整により NO_2^- -N/ NH_4^+ -N 比を目標とする値に維持できる。以上より、本プロセスは、目標とする処理性能を安定的に維持できる安定性が高いプロセスといえる。

一方で、本技術は2槽式であるため、1槽式プロセスと比べると付帯する設備が多くなる場合がある。また、本プロセスでは固定床担体を用いるため、担体寿命があることに留意する必要がある。

§9 技術の適用条件

本技術は、下水処理場における嫌気性消化汚泥の脱水ろ液に含まれる窒素（アンモニア性窒素）の除去に適用する。本技術の適用に際しては、対象排水のアンモニア性窒素濃度が 300 mg-N/L 以上であることを基本とする。

【解説】

1) 窒素除去機能に影響を与える条件

本技術は、表 2-2 に示すように、下水処理場における嫌気性消化汚泥の脱水ろ液からの窒素除去に適用する。本技術の適用に際しては、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 濃度が 300 mg-N/L 以上であることを基本とする。

下水処理場における汚泥処理施設の各所からの返流水には、重力濃縮分離液、機械濃縮脱離液、消化槽脱離液、消化汚泥脱水ろ液、およびこれらが合流した総合返流水があるが、嫌気性消化汚泥の脱水ろ液は、他の返流水に比べて、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 濃度は明らかに高く、有機物濃度は低いことが特徴的である。アナモックスプロセスは、窒素濃度が高く、かつ窒素濃度に対して有機物濃度が低い排水に適していることから（§6 参照）、脱水ろ液からの窒素除去に適している。なお、嫌気性消化実施の場合は返流水の窒素負荷量に占める脱水ろ液の影響が大きいため、脱水ろ液を処理することにより、重力濃縮分離液や機械濃縮脱離液が未処理であっても水処理施設への返流水の窒素負荷量は大きく低減される。このことから返流水からの窒素負荷量低減における脱水ろ液処理の寄与は大きいといえる。また、図 2-3、表 2-1 に示すように、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 濃度が低い排水では、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ /遊離 NH_3 濃度による亜硝酸酸化細菌の増殖抑制効果が小さいため、アンモニア酸化細菌が優占化しにくく、亜硝酸化反応が安定しない傾向がある。ただし、対象排水の $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 濃度が 300 mg-N/L 以上であれば、硝酸化を抑えた安定した処理ができることを実証済みである（資料編 p. 124 部分亜硝酸化工程参照）。

表 2-2 本技術の対象排水および適用条件

項目	条件	備考
対象排水	嫌気性消化汚泥脱水ろ液	
適用条件	アンモニア性窒素濃度 300 mg-N/L 以上	$\text{NH}_4^+\text{-N}$ 濃度が低い排水では、亜硝酸化反応が安定しない可能性がある。

2) プロセス構成に影響を与える条件

上記以外にプロセス構成に影響を与える条件として、対象排水の SS 濃度、有機物 (C-BOD₅) 濃度、りん ($\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$) 濃度、水温があり、これらの条件によって前処理設備や加温・冷却設備が不要なプロセス構成が可能となる（第4章第2～3節参照）。つまり、対象排水の水質性状によっては前処理設備などの設置を見直すことができ、さらなるコスト低減を図れる。

§10 導入シナリオ例

本技術の導入目的と期待できる導入効果の具体例を示す。

- (1) 嫌気性消化が導入されているが、返流水個別処理施設を有しない場合
既存の消化槽由来の窒素負荷量を低減し、放流水の窒素濃度の低減・安定化を図る。
- (2) 汚泥処理に嫌気性消化を導入する場合
汚泥処理において嫌気性消化を導入する際に、上昇が見込まれる当該消化槽由来の窒素負荷量を低減し、放流水の窒素濃度の低減・安定化を図る。
- (3) 外部からバイオマスなどを受入れる場合
外部からバイオマスなどを受入れる場合（汚泥集約処理, MICS 事業, 地域バイオマス受入など）、上昇が見込まれる既存の消化槽由来の窒素負荷量を低減し、放流水の窒素濃度の低減・安定化を図る。
- (4) 既存の返流水個別処理施設を再構築する場合
既存の返流水個別処理施設（従来技術）の再構築により、コスト縮減、温室効果ガス排出量・エネルギー使用量削減などを旨とする。

【解説】

本技術を導入する直接的な効果は、返流水由来の窒素負荷量が低減される点にあり、これにより水処理工程の流入窒素負荷量を低減することで、放流水の窒素濃度の低減・安定化を図る方法として有効である。本技術の導入が有効と考えられる典型的なシナリオの例を以下の(1)～(4)に示す。また、それぞれの導入イメージを図2-7～10に示す。

(1) 嫌気性消化が導入されているが、返流水個別処理施設を有しない場合

嫌気性消化は導入されているが返流水個別処理施設を有しない下水処理場において、既存の水処理施設の窒素除去能力が十分ではなく放流水の窒素規制への対応性に難がある場合などに、本技術を導入して返流水由来の窒素負荷量を低減することで（図2-7）、放流水の窒素濃度の低減・安定化を図ることができると期待できる。この場合、水処理施設の処理能力（処理可能水量）の増加や、それによる高度処理施設の増設に係るコストの低減を図ることも可能である。さらに、硝化に要する曝気量を低減することも可能となる。

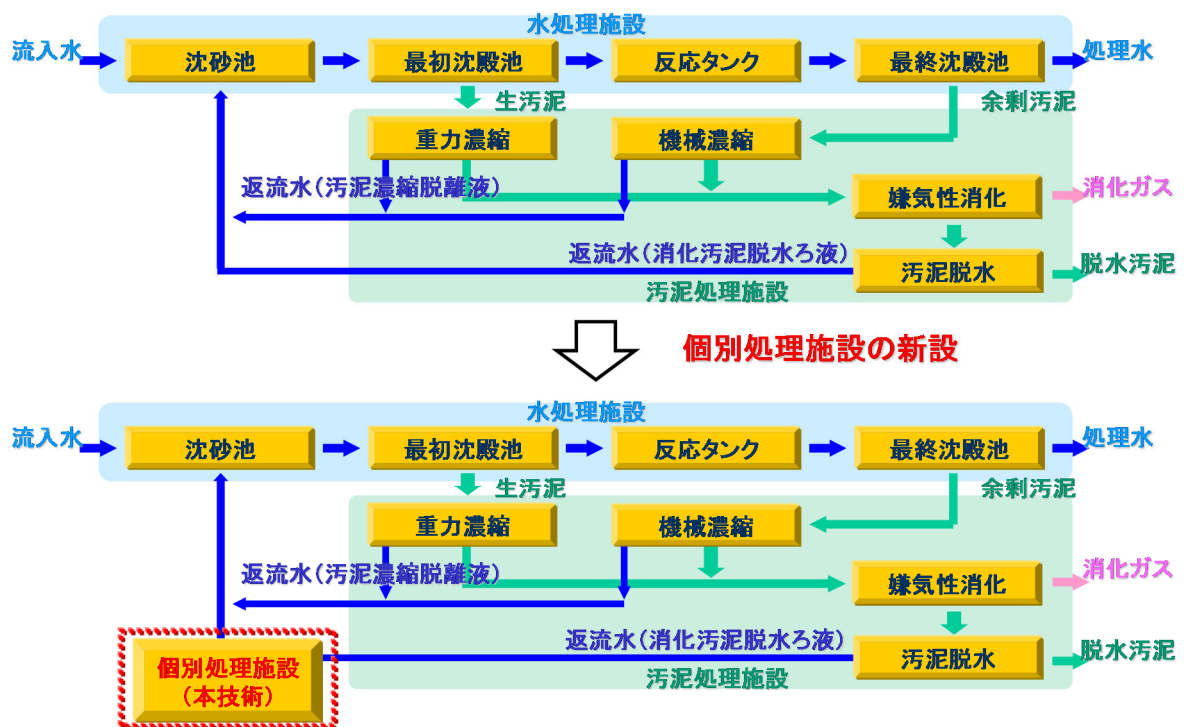


図2-7 導入シナリオ（1）の導入イメージ

(2) 汚泥処理に嫌気性消化を導入する場合

地球温暖化対策やコスト削減策として嫌気性消化が改めて注目されているが、汚泥処理において嫌気性消化を導入することで、当該消化槽由来の窒素負荷量が増大し、既存水処理施設への流入窒素負荷量が上昇するとともに、放流水窒素濃度の上昇が懸念される。そこで、本技術を導入して上昇が見込まれる消化槽由来の窒素負荷量を低減することで(図2-8)、放流水の窒素濃度の低減・安定化を図ることができると期待できる。この場合、水処理施設の処理能力(処理可能水量)の増加や、それによる高度処理施設の増設に係るコストの低減を図ることも可能である。さらに、硝化に要する曝気量を低減することも可能となる。

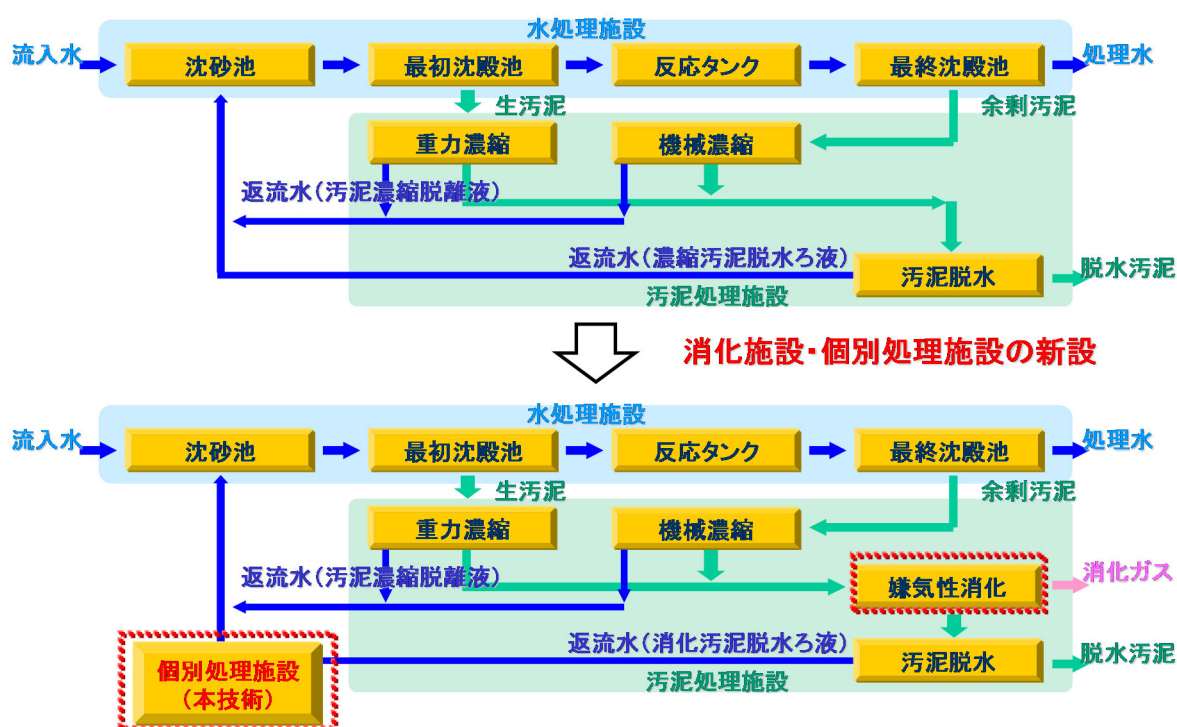


図2-8 導入シナリオ(2)の導入イメージ

(3) 外部からバイオマスなどを受入れる場合

下水処理場において外部のバイオマスを受け入れて共同処理を行うなど、エネルギー回収を推進する取り組みが進められている。

外部からバイオマスを受入れるケースとしては、以下の3点が想定される。

・下水汚泥の集約処理

汚泥処理の経済性やエネルギー回収などの見地から、複数個所の下水処理場の下水汚泥（濃縮汚泥）を集約して処理する自治体が増えている。集約した下水汚泥は当該下水処理場で発生した下水汚泥とともに共同で処理する、もしくは専用の汚泥集約処理施設にて処理するケースである。

・MICS 事業

市町村における効率的な汚水処理施設整備を図る事業として、汚水処理施設共同整備事業（MICS）があり、近年多くの自治体で実施されている。収集したし尿や浄化槽汚泥などを下水処理場に移送し、多くの場合消化槽の前に投入され下水汚泥とともに共同で処理するケースである。

・地域バイオマス（食品廃棄物系バイオマスなど）の受入

下水処理場におけるエネルギー回収を推進するため、地域から発生する食品廃棄物系バイオマスなどを受入れて下水汚泥とともに混合消化するケースである。

これら外部からのバイオマスなどを受け入れることで既設消化槽から発生する脱水ろ液量が増加し、既設水処理施設では処理できない窒素が発生する。そこで、本技術を導入して上昇が見込まれる消化槽由来の窒素負荷量を低減することで（図2-9）、放流水の窒素濃度の低減・安定化を図ることができると期待できる。この場合、水処理施設の処理能力（処理可能水量）の増加や、それによる高度処理施設の増設に係るコストの低減を図ることも可能である。さらに、硝化に要する曝気量を低減することも可能となる。

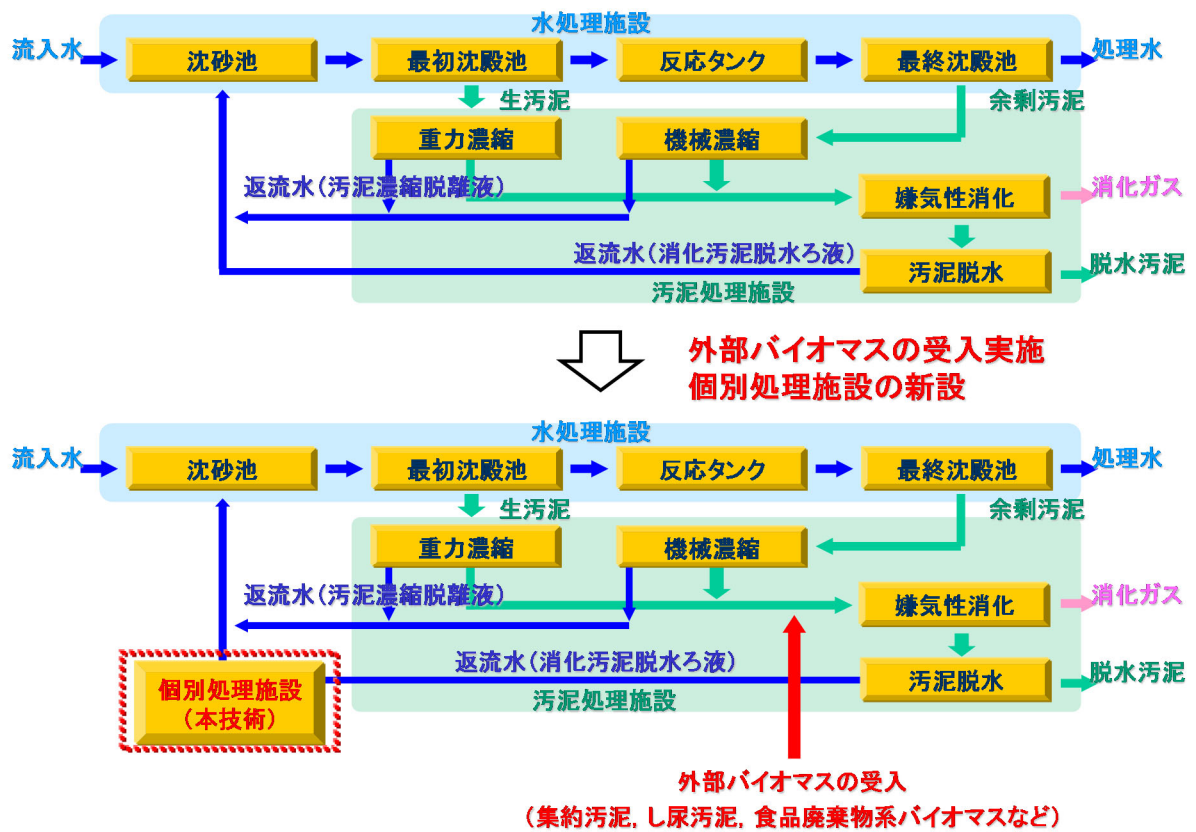


図 2-9 導入シナリオ (3) の導入イメージ

(4) 既存の返流水個別処理施設を再構築する場合

本技術は、従来の窒素除去法（生物学的硝化・脱窒法など）と比較して、§8に示す特徴を有することから、返流水個別処理施設を既に導入している下水処理場・汚泥集約処理施設において、メタノールなどの薬品添加に係るユーティリティ費が高い、温室効果ガス排出量・エネルギー使用量が大きいなどの課題に対して、再構築時などに本技術を導入することで解決を図ることができると期待できる（図2-10）。

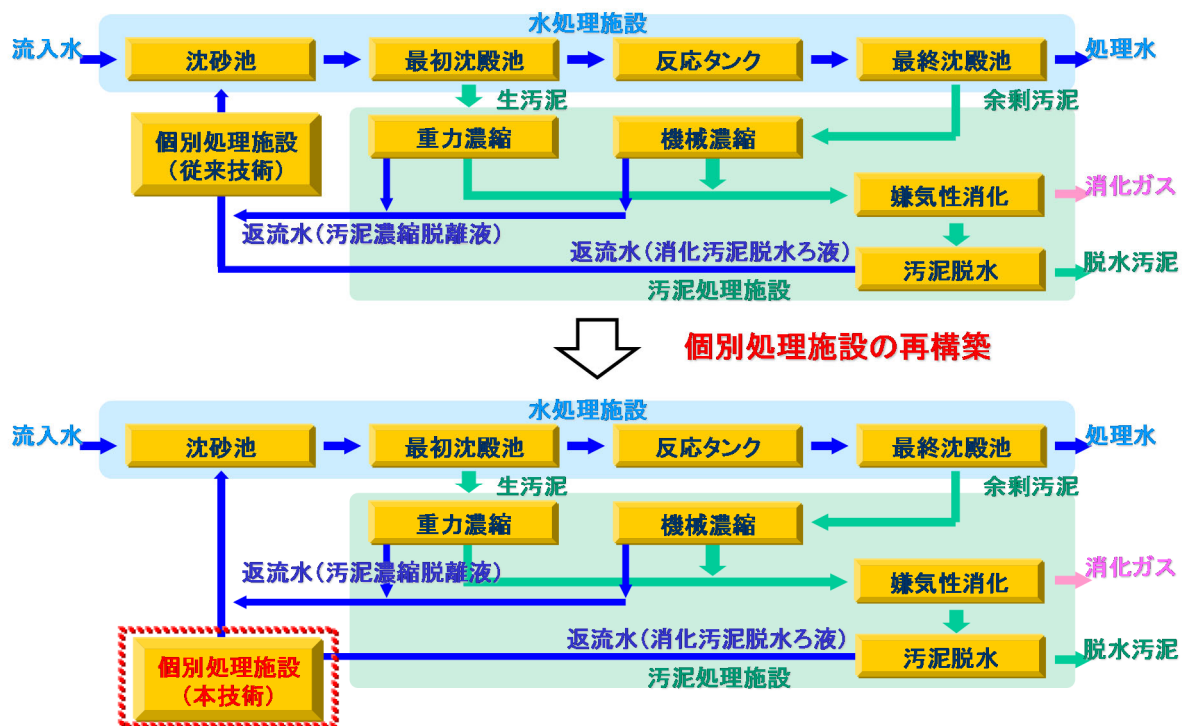


図2-10 導入シナリオ（4）の導入イメージ

第2節 実証研究および自主研究に基づく評価の概要

§ 11 技術の評価項目

実証研究および自主研究に基づく本技術の評価項目を以下に示す。(1)～(3)の算定にあたっては、窒素除去量を基準とした。

- (1) コスト（建設費，維持管理費，ライフサイクルコスト）
- (2) 温室効果ガス排出量
- (3) エネルギー使用量
- (4) 窒素除去機能

【解説】

本技術の評価を実施するにあたり，表 2-3 に示す 3 つの下水処理場規模（流入下水量）での本技術導入時のコスト，温室効果ガス排出量，エネルギー使用量について試算を行った。

評価規模の条件設定は，図 2-11 に示す嫌気性消化実施施設の現有処理能力の累積頻度分布⁷⁾に基づき，累積頻度分布として約 10%値，90%値にあたる，10,000 m³/日，100,000 m³/日およびその中間の 50,000 m³/日の 3 条件とした。算定にあたっては，処理対象とする水量よりも窒素除去量に依存するため，算定式は窒素除去量を基準とした

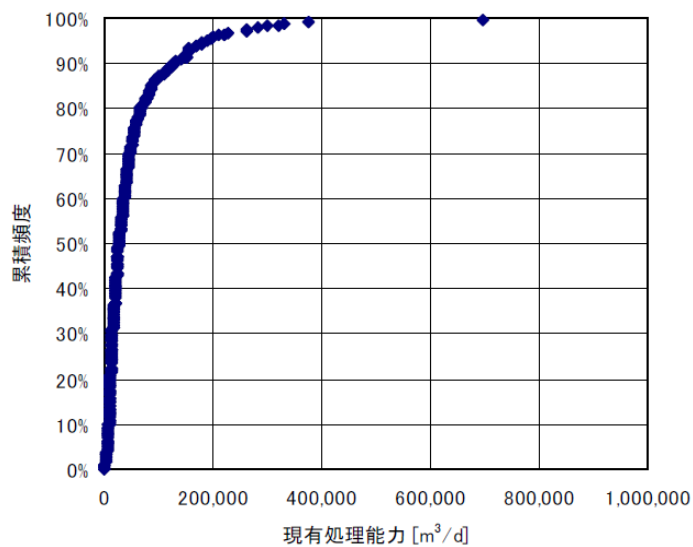
想定する下水処理場は，水処理施設として最初沈澱池，反応タンク，最終沈殿池を備えた典型的なフローで高度処理を実施するものとした。また汚泥処理施設として重力濃縮（生汚泥），機械濃縮（余剰汚泥），嫌気性消化（中温・1 段），脱水（遠心脱水）を備えたものとした。

処理対象とする返流水は嫌気性消化汚泥の脱水ろ液とし，各評価規模の条件における水量・水質は，主に物質収支計算に基づいて設定した（資料編 p.160～200 ケーススタディー 固定床型アナモックスプロセス参照）。

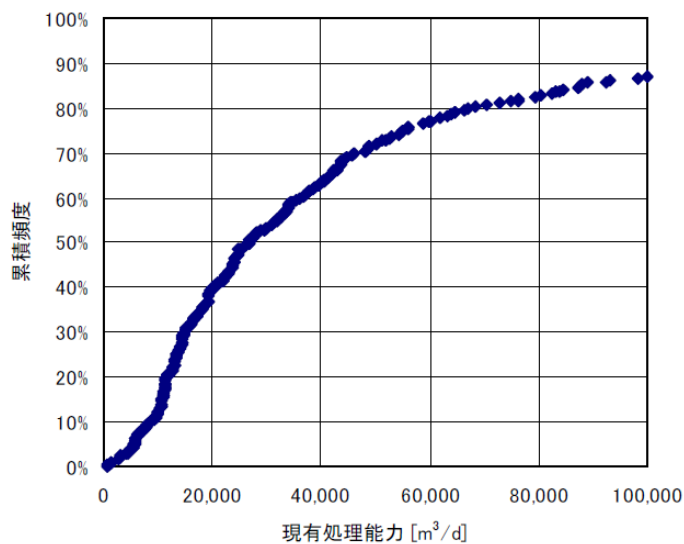
表 2-3 本技術の評価における試算条件

条件	規模			水処理施設	汚泥処理施設	対象返流水
	水処理施設	汚泥処理施設 (個別処理施設含む)				
	流入 下水量 (m ³ /日)	対象返 流水量 (m ³ /日)	返流水個別 処理施設 窒素除去量 (kg/日)			
①	10,000	47	39.9	初沈-反応タンク-終沈 (高度処理実施)	濃縮-消化-脱水	脱水ろ液
②	50,000	235	199.3			
③	100,000	470	398.6			

※対象返流水の水量・水質は，主に物質収支計算に基づいて設定



(a) 全施設



(b) 処理能力 100,000m³/日以下の施設のみ抽出

図 2-11 嫌気性消化実施施設の現有処理能力の累積頻度分布⁷⁾

各条件で試算を行う、コスト、温室効果ガス排出量、エネルギー使用量について以下に解説する。

(1) コスト

本技術の導入に係るコストとして、建設費、維持管理費、ライフサイクルコスト (LCC) を算出した。建設費は、機械設備、電気設備、土木建築施設の設置に係る工事費を対象とした。維持管理費は、ユーティリティ費、点検補修費を対象とした。ライフサイクルコスト (LCC) は、建設費を年価換算したものと、維持管理費、撤去費を対象とした。

(2) 温室効果ガス排出量

温室効果ガスの排出量の算出にあたっては、ユーティリティ（電気、水道、薬品）の使用に係る供用段階のものと、建設段階および解体・廃棄時のものを対象とした。施設の建設段階および解体・撤去時の温室効果ガス排出量については、「下水道におけるLCA適用の考え方（平成22年2月国土交通省国土技術政策総合研究所）」終末処理場における環境負荷量（LC-CO₂）の算定事例から、建設段階19.3%、供用段階80.2%、解体・撤去時0.5%の比率で換算し算出した。なお、プロセスより排出される可能性がある亜酸化窒素（N₂O）については、実証試験にて実測したが（資料編 p.140 N₂O 排出量の調査参照）、比較対象となる従来技術におけるN₂O排出量に関するデータが少なく適正な数値の提示が困難なため、ここでは対象からは除外した。

（3） エネルギー使用量

エネルギー使用量の算出にあたっては、ユーティリティ（電気、水道、薬品）の使用に係るものを対象とした。

（4） 窒素除去機能

窒素除去機能は、実証試験における本プロセスの窒素（T-N）除去率により評価した。嫌気性消化汚泥の脱水ろ液を処理対象とし、本プロセスにおける流入水と流出水のT-N濃度よりT-N除去率を算出した。

§ 12 技術の評価結果

実証研究および自主研究に基づく本技術の評価結果を以下に示す。(1)～(3)の算定にあたっては、窒素除去量を基準とした。

- (1) コスト (建設費, 維持管理費, ライフサイクルコスト)
- (2) 温室効果ガス排出量
- (3) エネルギー使用量
- (4) 窒素除去機能

【解 説】

10,000 m³/日, 50,000 m³/日, 100,000 m³/日の3条件の下水処理場規模(流入下水量)において本技術導入時のコスト, 温室効果ガス排出量, エネルギー使用量の試算を行った。上記3条件における窒素除去量あたりのライフサイクルコスト, 温室効果ガス排出量, エネルギー使用量を表 2-4, 図 2-12 に示す。なお, 本評価結果は本実証施設の仕様および実際の運転データを基に試算したものであり, また設定した原水の水質条件から前処理設備などを含めた試算とした。加えて, 自主研究により下記に列挙する成果が得られ, これらの成果を基に再度試算を行ないコスト低減が図られた(表中には再試算の結果のみ記載)。

<主な自主研究成果とその成果によるコスト試算への影響>

- ・ 亜硝酸化槽およびアナモックス槽における高負荷試験データの取得
⇒水槽容量決定のための設計諸元の変更, それに伴う水量容量および充填担体量の削減
- ・ 短中期停止試験による早期復旧方法(運転維持方法)の確認
⇒流量調整槽の設置条件の変更(原水流入停止中の運転継続のための大規模調整槽が不要)
- ・ 計装機器点数削減試験による安定運転データの取得
⇒計装機器点数の削減, それに伴う計装機器コストの削減 等

表 2-4 窒素除去量あたりのライフサイクルコスト, 温室効果ガス排出量, エネルギー使用量

	下水処理場規模 (返流水個別処理施設窒素除去量)			
	m ³ /日	10,000	50,000	100,000
	kg-N/日	(39.9)	(199.3)	(398.6)
ライフサイクルコスト (LCC)	百万円/t-N	4.7	1.6	1.3
温室効果ガス (GHG) 排出量	t-CO ₂ /t-N	11.1	6.3	6.2
エネルギー使用量	GJ/t-N	157.5	90.0	87.7

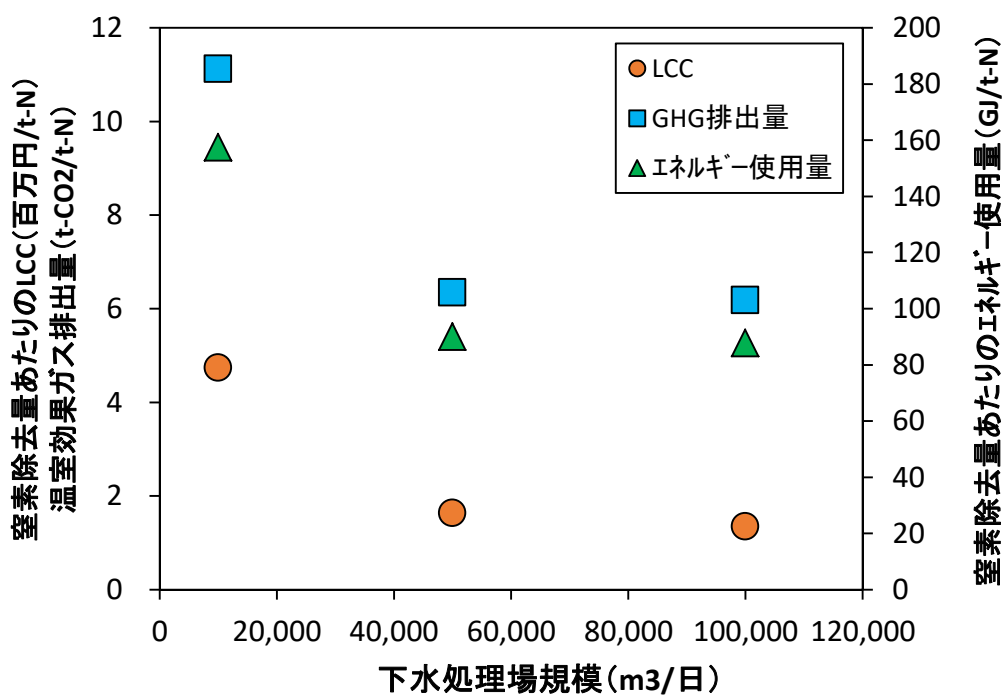


図 2-12 窒素除去量あたりのライフサイクルコスト，温室効果ガス排出量，エネルギー使用量

(1) コスト（建設費，維持管理費，ライフサイクルコスト）

各条件における建設費の試算結果を表 2-5 に示す。これらの結果を窒素除去量と建設費との関係で整理し，図 2-13 に示す費用関数を得た。

表 2-5 各条件における建設費の試算結果

建設費 [百万円]	下水処理場規模（返流水個別処理窒素除去量）		
	10,000 m ³ /日 (窒素除去量 39.9 kg-N/日)	50,000 m ³ /日 (窒素除去量 199.3 kg-N/日)	100,000 m ³ /日 (窒素除去量 398.6 kg-N/日)
土木・建築施設	126	284	461
機械設備	220	296	440
電気設備	45	60	89
計	391	640	990

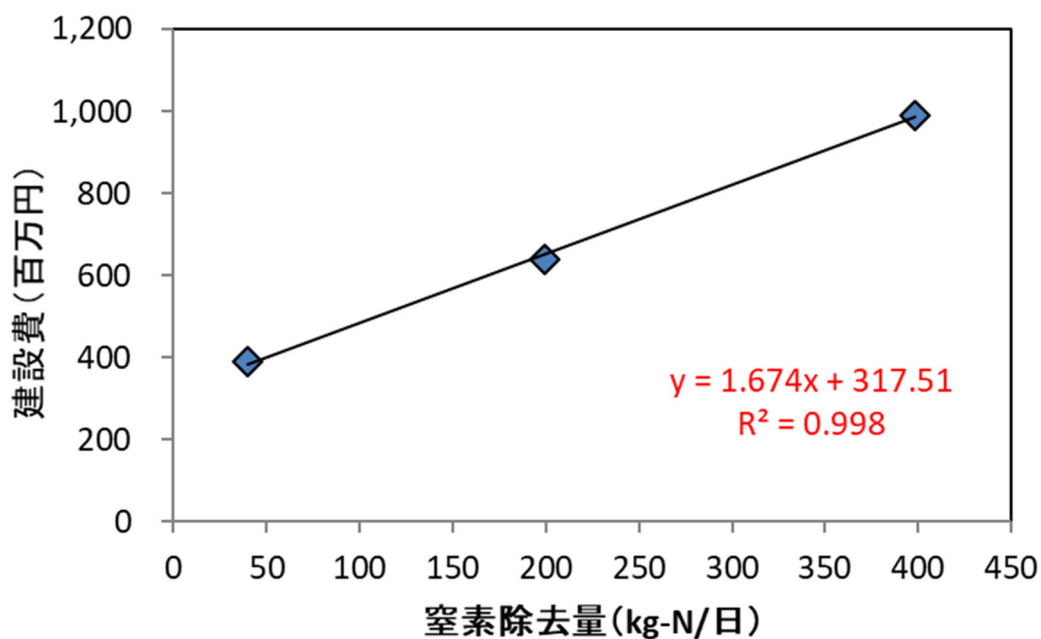


図 2-13 本技術の建設費の費用関数

各条件における維持管理費の試算結果を表 2-6 に示す。これらの結果を窒素除去量で整理し、図 2-14 に示す費用関数を得た。

表 2-6 各条件における維持管理費の試算結果

維持管理費 [百万円/年]	下水処理場規模 (返流水個別処理窒素除去量)		
	10,000 m ³ /日 (窒素除去量 39.9 kg-N/日)	50,000 m ³ /日 (窒素除去量 199.3 kg-N/日)	100,000 m ³ /日 (窒素除去量 398.6 kg-N/日)
電力	2.1	4.2	7.9
水道	(<0.1)	(<0.1)	(<0.1)
薬品	4.7	23.4	46.8
点検補修	14.6	19.6	29.1
計	21.4	47.2	83.8

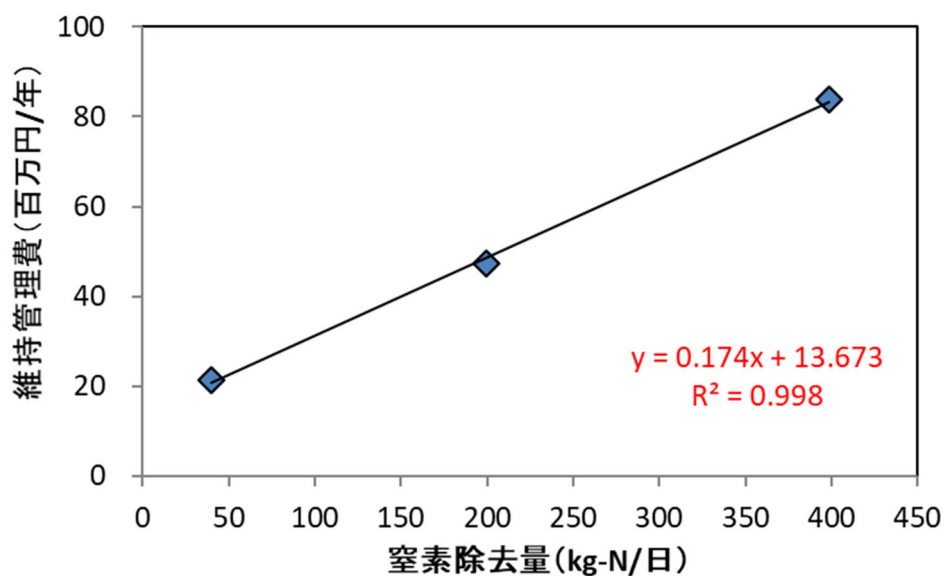


図 2-14 本技術の維持管理費の費用関数

各条件におけるライフサイクルコストの試算結果を表 2-7 に示す。これらの結果を窒素除去量で整理し、図 2-15 に示す費用関数を得た。

表 2-7 各条件におけるライフサイクルコストの試算結果

ライフサイクルコスト [百万円/年]	下水処理場規模 (返流水個別処理施設窒素除去量)		
	10,000 m ³ /日 (窒素除去量 39.9 kg-N/日)	50,000 m ³ /日 (窒素除去量 199.3 kg-N/日)	100,000 m ³ /日 (窒素除去量 398.6 kg-N/日)
建設費	26.9	40.0	60.7
維持管理費	21.3	47.2	83.9
撤去費	5.2	7.3	10.9
計	53.3	94.5	155.6

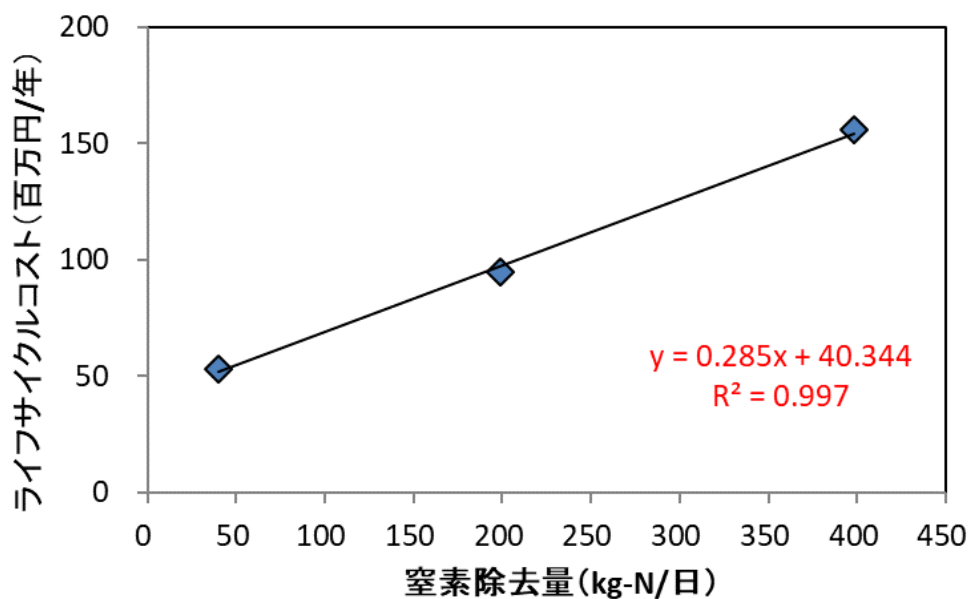


図 2-15 本技術のライフサイクルコストの費用関数

(2) 温室効果ガス排出量

各条件における温室効果ガス排出量の試算結果を表 2-8 に示す。これらの結果を窒素除去量で整理し、図 2-16 に示す関数を得た。

表 2-8 各条件における温室効果ガス排出量の試算結果

温室効果ガス排出量 [t-CO ₂ /年]		下水処理場規模 (返流水個別処理施設窒素除去量)		
		10,000 m ³ /日 (窒素除去量 39.9 kg-N/日)	50,000 m ³ /日 (窒素除去量 199.3 kg-N/日)	100,000 m ³ /日 (窒素除去量 398.6 kg-N/日)
供用段階	電力	94.2	191.6	363.9
	水道	0.1	0.3	0.7
	薬品	35.6	178.2	356.4
	計	129.9	370.1	721.0
建設段階		31.3	89.1	173.5
解体・撤去時		0.8	2.3	4.5
計		162.0	461.5	899.0

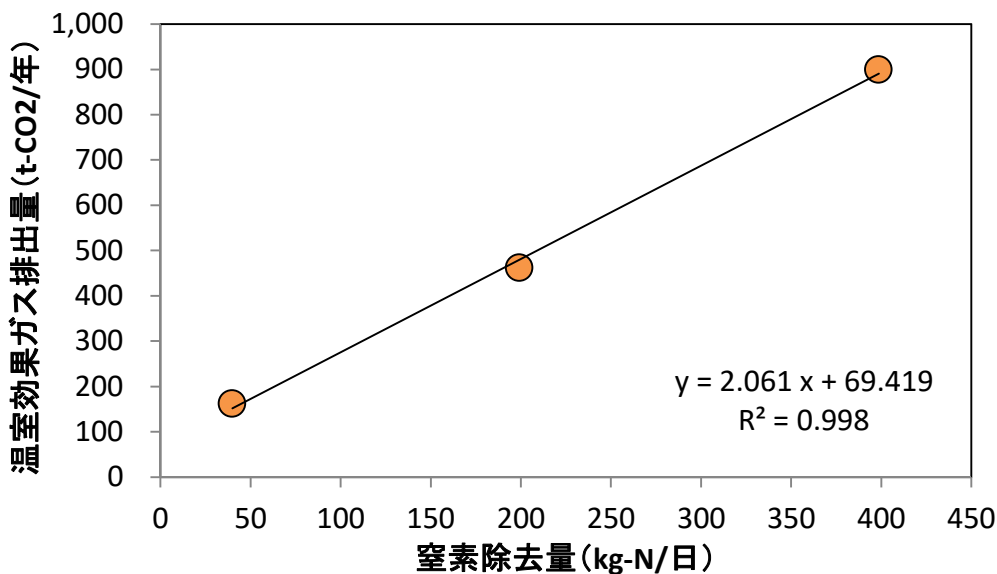


図 2-16 本技術の温室効果ガス排出量の関数

(3) エネルギー使用量

各条件におけるエネルギー使用量の試算結果を表 2-9 に示す。これらの結果を窒素除去量で整理し、図 2-17 に示す関数を得た。

表 2-9 各条件におけるエネルギー使用量の試算結果

エネルギー使用量 [GJ/年]	下水処理場規模 (返流水個別処理施設窒素除去量)		
	10,000 m ³ /日 (窒素除去量 39.9 kg-N/日)	50,000 m ³ /日 (窒素除去量 199.3 kg-N/日)	100,000 m ³ /日 (窒素除去量 398.6 kg-N/日)
電力	1658.3	3371.5	6404.1
水道	1.0	5.3	10.5
薬品	634.7	3173.6	6347.0
計	2294.0	6550.4	12761.6

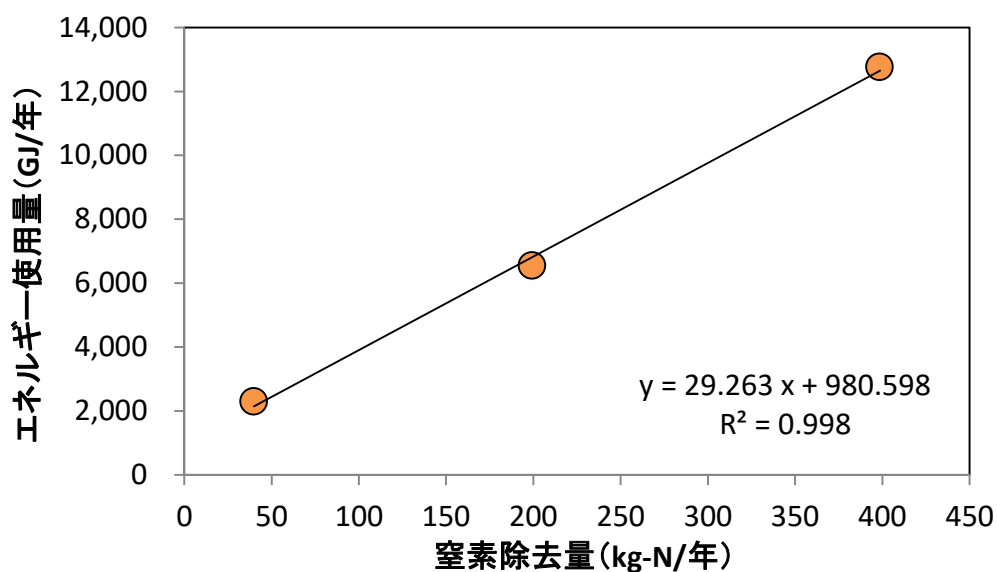


図 2-17 本技術のエネルギー使用量の関数

(4) 窒素除去機能

平成 24, 25 年度の実証研究期間におけるプロセス全体の窒素除去機能のまとめを表 2-10, 11 に示す。処理対象は嫌気性消化汚泥の脱水ろ液である。平成 25 年度はスクリープレスの脱水ろ液を処理対象としたが、平成 24 年度（冬季）はベルトプレスの脱水ろ液を用いたため、脱水時の洗浄水の影響により濃度が低くなっている。データ収集期間におけるプロセス全体の総窒素（T-N）除去率は、いずれの季節においても平均 80%以上であった。同じ時期のプロセス全体の無機態総窒素（T-IN）除去率もまた同様に、平均 80%以上が得られた。

またプロセスの窒素収支例を図 2-18~20 に示す。有機態窒素については前処理工程にて SS 除去にともない低減されていると考えられ、本プロセスでの窒素除去は、ほとんどがアナモックス反応によるものと考えられた。

以上の結果、本技術の平均窒素（T-N）除去率は 80%以上と、高い窒素除去機能が示された。

表 2-10 データ収集期間におけるプロセス全体の T-N 除去性能

	H24 年度 冬季	H25 年度 夏季	H25 年度 秋季	H25 年度 冬季
	H25. 02. 11 ~H25. 02. 16	H25. 08. 28 ~H25. 10. 08	H25. 10. 29 ~H25. 12. 11	H26. 01. 25 ~H26. 02. 21
原水 T-N 濃度 [mg/L]	360~410 (390)	540~790 (663)	-	790~1,000 (857)
処理水 T-N 濃度 [mg/L]	57~78 (69)	84~130 (114)	-	130~170 (152)
T-N 除去率 [%]	80.7~84.8 (81.8)	77.3~87.2 (82.6)	-	80.1~83.2 (81.4)

※ ()内の数値は期間平均値を示す。

※ T-N 除去率の算出は、プロセス全体の HRT(2~3 日)を考慮した上で、移動平均を使用して算出した。

※ 秋季運転データの T-N 除去率については、期間内の T-N 濃度の測定数が少ないため、評価対象外とした。

表 2-11 データ収集期間におけるプロセス全体の T-IN 除去性能

	H24 年度 冬季	H25 年度 夏季	H25 年度 秋季	H25 年度 冬季
	H25. 02. 11 ~H25. 02. 16	H25. 08. 28 ~H25. 10. 08	H25. 10. 29 ~H25. 12. 11	H26. 01. 25 ~H26. 02. 21
原水 T-IN 濃度 [mg/L]	327~408 (372)	502~680 (604)	591~719 (673)	760~883 (806)
処理水 T-IN 濃度 [mg/L]	57~67 (63)	84~131 (110)	103~164 (135)	127~166 (147)
T-IN 除去率 [%]	81.9~83.7 (82.7)	76.4~85.4 (81.5)	78.0~83.9 (80.0)	79.8~81.3 (81.3)

※ ()内の数値は期間平均値を示す。

※ T-IN 除去率の算出は、プロセス全体の HRT(2~3 日)を考慮した上で、移動平均を使用して算出した。

※ 秋季運転データの T-IN 濃度については、現場分析(吸光度法)によるデータを使用して算出した。

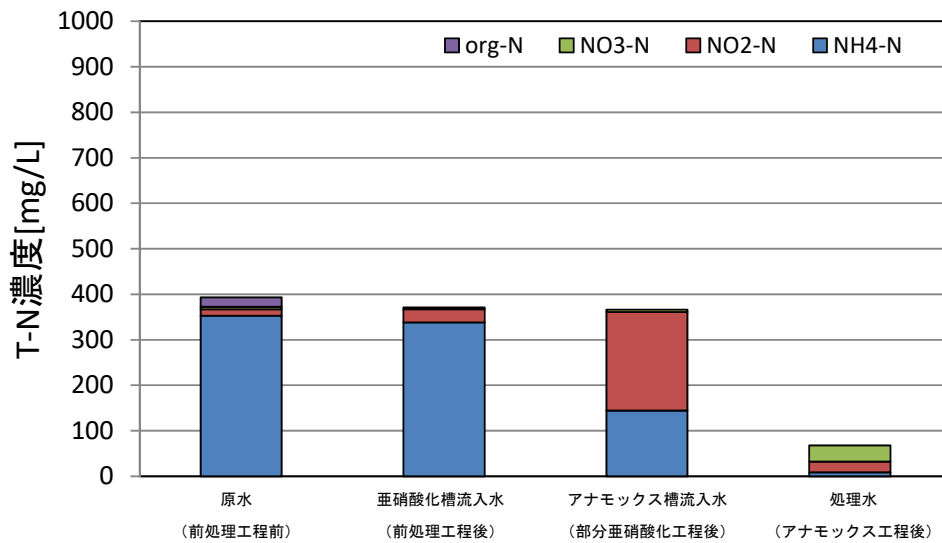


図 2-18 H24 年度冬季におけるプロセスの窒素収支

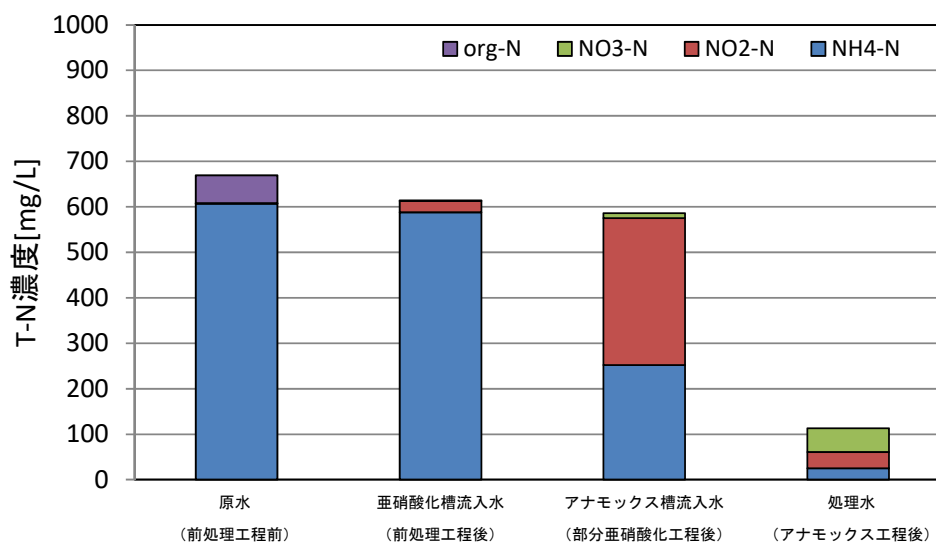


図 2-19 H25 年度夏季におけるプロセスの窒素収支

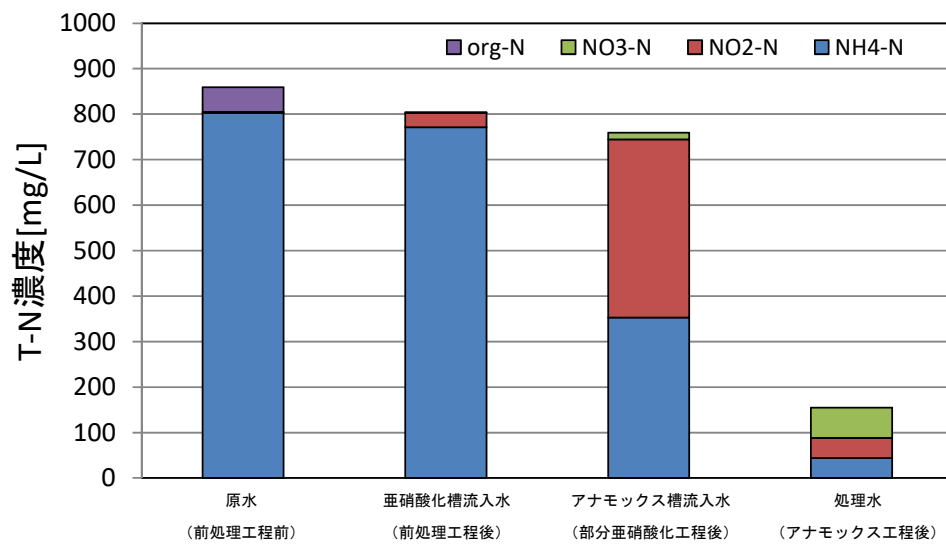


図 2-20 H25 年度冬季におけるプロセスの窒素収支

自主研究期間の長期運転におけるプロセス全体の窒素除去率，窒素濃度の推移を図 2-21 に示す。期間中，窒素濃度・負荷が変動・上昇しても本技術の窒素除去率は 80%程度を維持した。この時，亜硝酸化槽では亜硝酸生成率 80%以上，硝酸生成率 5%以下を維持した（図 2-22 ※一部水温低下の影響により，亜硝酸生成率及び硝酸生成率の低下が見られた）。アナモックス槽では窒素転換率 90%以上を維持した（図 2-23）。

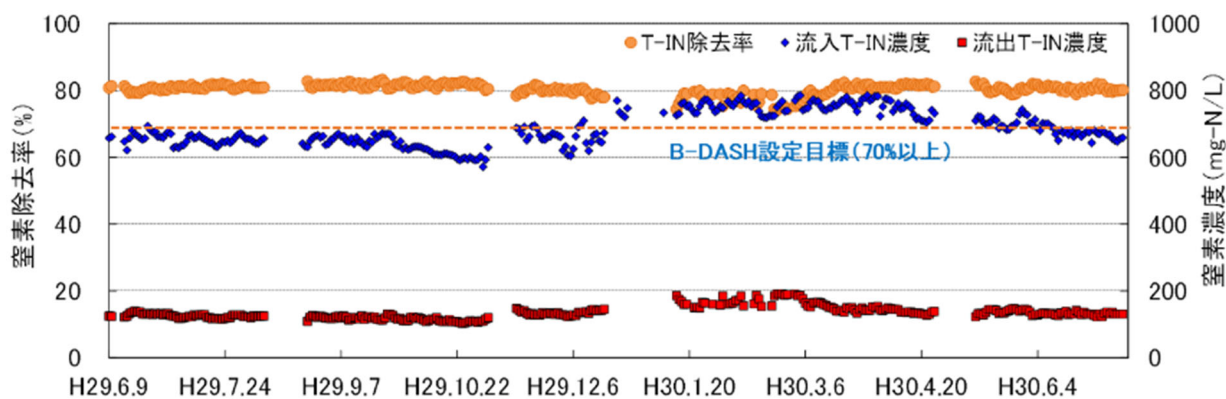


図 2-21 プロセス全体の窒素除去率、窒素濃度の推移

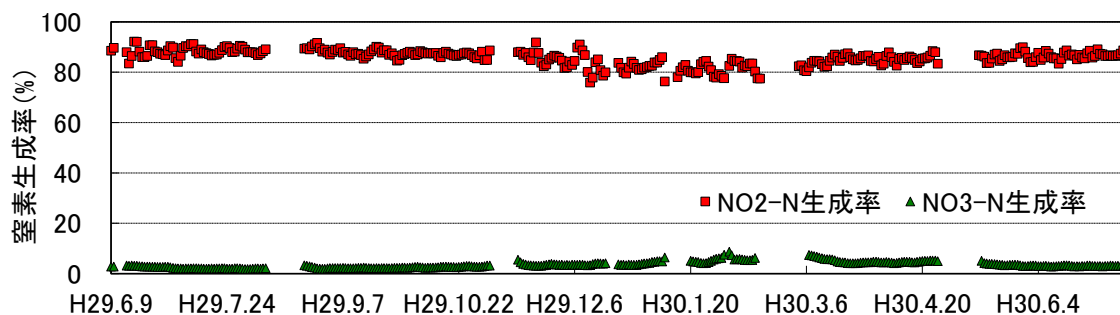


図 2-22 亜硝酸化槽の窒素生成率の推移

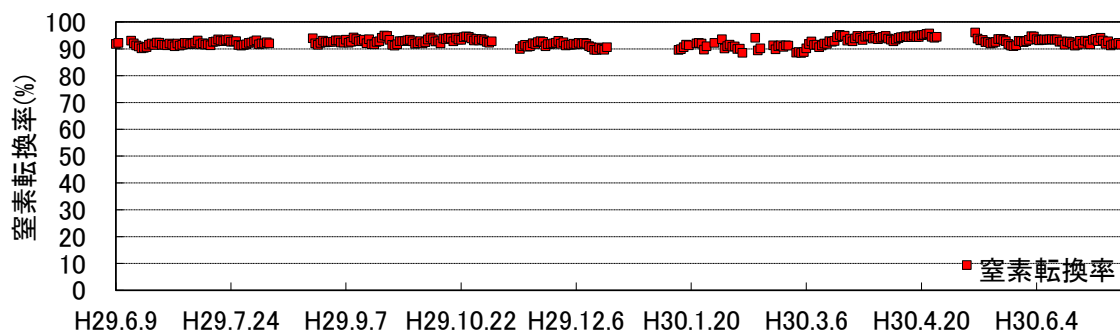


図 2-23 アナモックス槽の窒素転換率の推移